

сперимент по данным электронной спектроскопии при  $N=5000$ ,  $m=3$ . В качестве функции  $F(\lambda)$  выбирались линейные комбинации  $\varphi_i(\lambda) \in G$  с коэффициентами  $\alpha_i=1, 2$ . В зависимости от заданной величины  $\varepsilon_0$  представление спектра  $F(\lambda)$  было различным, однако всегда содержало искомую комбинацию. Время работы программы составляло около 1 мин. Результаты эксперимента свидетельствуют о высокой эффективности предложенного алгоритма.

Авторы признательны чл.-корр. АН СССР В. А. Коптюгу за ценные консультации и обсуждение постановки задачи.

#### ЛИТЕРАТУРА

1. В. С. Бочкарев, Ю. П. Дробышев, В. А. Коптюг, И. К. Коробейничева, В. И. Лобанов, Р. С. Нигматуллин. Машинная информационно-поисковая система для электронной спектроскопии.— *Автометрия*, 1972, № 4.
2. Ч. Н. Рао. Электронные спектры в химии. М., «Мир», 1964.

Поступила в редакцию 10 января 1974 г.

УДК 661.63.001.57 : 658.5.011.56

Е. А. ДОМБРОВСКИЙ, Е. С. КРИЧЕВСКИЙ

(Таллин — Ленинград)

### АНАЛИТИЧЕСКОЕ РЕШЕНИЕ КОНКРЕТНОЙ ЗАДАЧИ ФИЗИКО-МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ ПРОЦЕССА ДОЗИРОВКИ РЕАГЕНТОВ В ПРОИЗВОДСТВЕ СУПЕРФОСФАТА МЕТОДОМ СТРУКТУРНОЙ ДЕКОМПОЗИЦИИ

Рассмотрим многомерный технологический объект процесса переработки апатита на суперфосфат как пример решения конкретной задачи моделирования структуры разветвленного комплекса (рис. 1). Ввиду того, что обычно сложная структура имеет высокую размерность задачи управления, при составлении физико-математической модели полезно осуществить структурную декомпозицию, что позволит на каждом уровне иерархической системы управления решать задачу приемлемой размерности [1—4].

Хотя пути решения подобных задач известны, каждый конкретный объект требует индивидуального подхода в силу специфичности технологического процесса. В частности, физико-математическое описание процесса переработки апатита на суперфосфат, насколько нам известно, в литературе отсутствует.

Рассматриваемый объект представляет собой систему химических взаимодействий горной массы (apatитового концентрата), серной кислоты и воды. На рисунках и в тексте принимаются следующие условные обозначения:  $Q$  — объемный расход;  $C$  — концентрация компонентов;  $W$  — влажность апатита;  $k$ ,  $k_B$ ,  $K_{\text{руб}}$ ,  $K_I$ ,  $K_{II}$  — коэффициенты пропорциональности;  $H$  — гидростатический напор;  $\gamma$  — удельный вес;  $S_I$  и  $S_{II}$  — площади поперечного сечения;  $P$  — давление;  $V$  — объем жидкости;  $c$  — теплоемкость;  $\rho$  — плотность;  $T$  — температура;  $S_{\text{руб}}$  — поверхность теплопередачи;  $\Delta R_{Tc_{ji}^{c_{j+1}^i}}$ ,  $\Delta Hc_{ji}^{c_{j+1}^i}$  — интегральные скорости теплоты

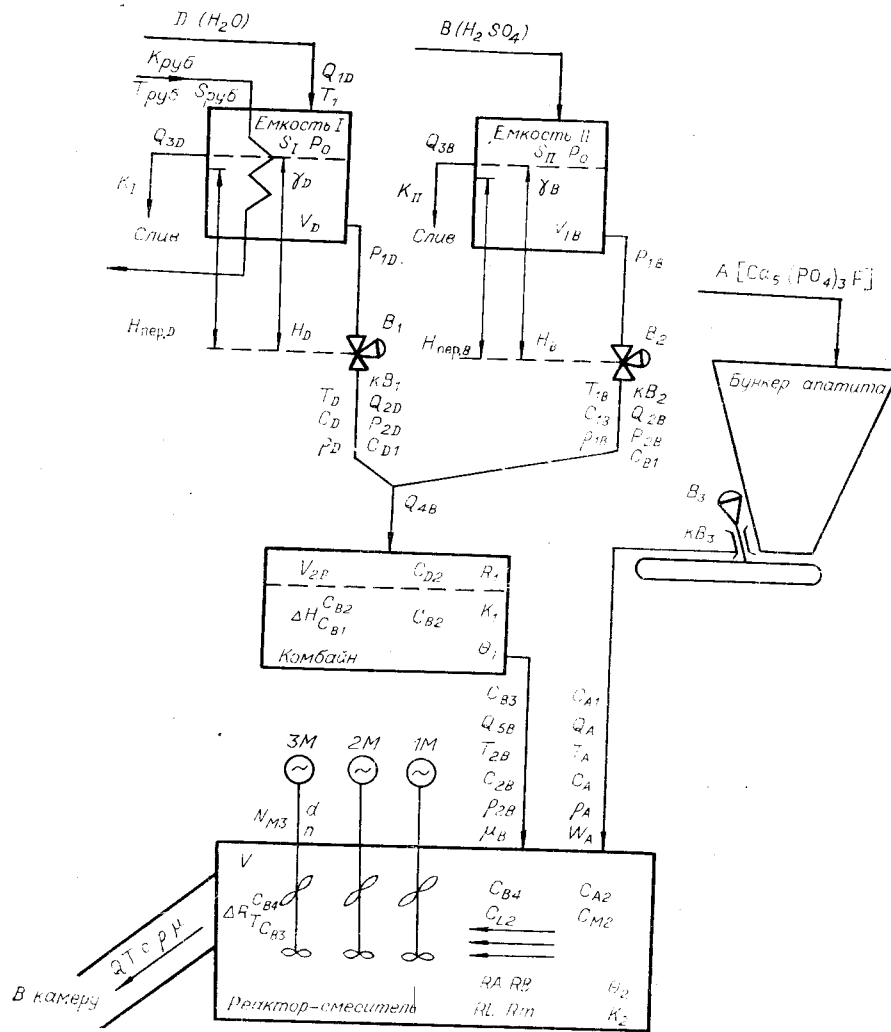
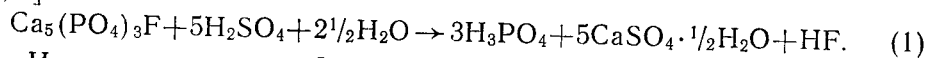
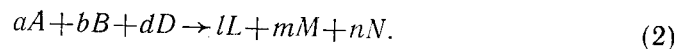


Рис. 1.

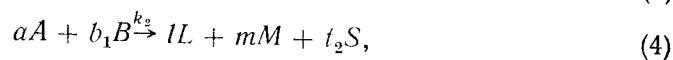
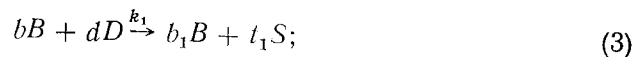
реакции и растворения;  $\Theta$  — постоянная времени;  $R$  — скорость реакции растворения;  $N_{M3}$  — мощность на валу мешалки МЗ;  $d$  — диаметр мешалки;  $n$  — количество оборотов;  $\mu$  — динамическая вязкость пульпы. Основные реакции описываются стехиометрическим соотношением [5, 6]:



Известными путями [7—10] формализуем уравнение (1) к виду, удобному для перехода к математическому описанию процесса, и записываем в символической форме:



Отходя от традиционной формы записи и приближаясь к фактической последовательности реакций, согласно структурной схеме, изображенной на рис. 1, а также исключая компонент  $nN$  из-за его малой значимости, перепишем выражение (2) в виде



где  $S$  означает наличие теплового эффекта реакции;  $t_1$  и  $t_2$  — коэффициенты, определяющие выделяющееся количество тепла при реакции. Для нашего случая экзотермической реакции  $t_1$  и  $t_2 > 0$ .

Примем ряд допущений. Считаем, что в комбайне и смесителе имеет место идеальное перемешивание и температура во всех точках внутри аппаратов одинакова и равна температуре выходящих потоков. Это допущение считаем справедливым также для емкостей  $I$  и  $II$  (воды и серной кислоты). Принимаем, что  $T_{\text{руб}}$  — температура пара в рубашке подогревателя воды в емкости  $I$  — величина постоянная.

Разобьем структуру (см. рис. 1) на четыре технологических звена: емкость  $I$  с паровой рубашкой, емкость  $II$ , комбайн, реактор-смеситель — и перейдем к моделированию каждого звена в отдельности.

При моделировании емкости  $I$  с паровой рубашкой связываем уравнениями входящие и выходящие потоки воды, объем емкости, создаваемый гидростатический напор, а также скорость изменения энтальпии в емкости.

Запишем уравнения физико-математической модели емкости  $I$ . Уравнения материального баланса:

$$S_I \frac{dH_D}{dt} = Q_{1D} - Q_{2D} - Q_{3D}; \quad (5)$$

$$Q_{2D} = kB_1 \sqrt{P_{1D} - P_{2D}}; \quad (6)$$

$$Q_{3D} = K_I (H_D - H_{\text{пер. D}})^{3/2}; \quad (7)$$

$$P_{1D} = P_0 + H_D \gamma_D. \quad (8)$$

Уравнение теплового баланса:

$$\frac{d}{dt} (V_{DCD} \rho_D T_D) = Q_{1D} c_{D\rho_D} T_{1D} + K_{\text{руб}} (T_D - T_{\text{руб}}) S_{\text{руб}} - Q_{2D} c_{D\rho_D} T_D. \quad (9)$$

Объединяя уравнения (5) ÷ (9), можно построить блок-схему физико-математической модели емкости  $I$  с учетом материального и теплового балансов.

Для емкости  $II$  с серной кислотой уравнения материального баланса запишутся аналогично:

$$S_{II} \frac{dH_B}{dt} = Q_{1B} - Q_{2B} - Q_{3B}; \quad (10)$$

$$Q_{2B} = kB_2 \sqrt{P_{1B} - P_{2B}}; \quad (11)$$

$$Q_{3B} = K_{II} (H_B - H_{\text{пер. B}})^{3/2}; \quad (12)$$

$$P_{1B} = P_0 + H_B \gamma_B. \quad (13)$$

Объединяя уравнения (10) ÷ (13), можно строить блок-схему физико-математической модели емкости  $II$  с учетом материального баланса.

Кислота и вода, поступающая из емкостей  $II$  и  $I$ , перемешиваются в так называемом комбайне с целью получения серной кислоты  $H_2SO_4$  с концентрацией 65—70%.

На основании выражения (3), имея в виду, что в комбайне содержится три компонента  $B_2$ ,  $D_2$  и  $B_3$ , а также учитывая скорость реакции растворения  $R_1$ , составляем уравнения физико-математической модели комбайна. При составлении уравнений материального баланса рассматриваем  $R_1$  как выход для балансов по компонентам  $B_2$  и  $D_2$  и как вход для балансов по компоненту  $B_3$ .

Если входные концентрации компонентов  $B$  и  $D$  обозначить  $C_{B1}$  и  $C_{D1}$ , а выходные —  $C_{B2}$  и  $C_{D2}$ , то можно записать уравнения физико-математической модели комбайна. При этом скорость реакции равна

$$R_1 = k_1 V_{2B} C_{B2} C_{D2}. \quad (14)$$

Уравнения материального баланса запишутся в виде:

$$\frac{d}{dt}(V_{2B}C_{B2}) = Q_{4B}C_{B1} - (Q_{5B}C_{B2} + R_1); \quad (15)$$

$$\frac{d}{dt}(V_{2B}C_{D2}) = Q_{4B}C_{D1} - (Q_{5B}C_{D2} + R_1); \quad (16)$$

$$\frac{d}{dt}(V_{2B}C_{B3}) = R_1 - Q_{5B}C_{B3}; \quad (17)$$

$$\frac{dV_{2B}}{dt} = Q_{4B} - Q_{5B}; \quad (18)$$

$$Q_{4B} = Q_{2B} + Q_{2D}. \quad (19)$$

И скорость изменения энтальпии в комбайне

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt}(V_{2B}C_{2B}\rho_{2B}T_{2B}) &= Q_{2D}C_{D}\rho_{D}T_{D} + Q_{2B}C_{1B}\rho_{1B}T_{1B} - \\ &- Q_{5B}C_{2B}\rho_{2B}T_{2B} + \Delta H_{C_{B1}}^{C_{B2}}. \end{aligned} \quad (20)$$

Объединяя уравнения (14) ÷ (20), можно построить блок-схему физико-математической модели комбайна с учетом химической реакции растворения, а также материального и теплового балансов.

В реакторе-смесителе скорость растворения, как указано в [5], зависит от абсолютной скорости движения всего турбулентного потока, а также от скорости движения жидкости относительно движущихся твердых частиц, увлекаемых турбулентными пульсациями. Качественное смешение реагентов при определенных соотношениях количеств серной кислоты и апатита, а также при соблюдении правильного соотношения исходной температуры и концентрации серной кислоты предопределяет течение всех последующих стадий производства.

Полагаем, что реактор-смеситель представляет собой идеальный непрерывный реактор полного смешения, имеющий два входа  $Q_{1A}$  и  $Q_{5B}$  и один выход  $Q$ . Считаем, что распределение параметров по всему объему реактора-смесителя в каждый момент времени однородно, т. е. в нашем случае идеального перемешивания отсутствует градиент концентрации, температуры, плотности и т. д.

Значение параметров на выходе соответствует их значению в реакторе-смесителе. Взаимодействие веществ, которое происходит в реакторе-смесителе, между жидкой и твердой фазами приводим к случаю взаимодействия веществ, находящихся в одном агрегатном состоянии — суспензии, что можно приближенно считать жидким состоянием среды. Полагаем также, что в ходе реакции давление в системе постоянно. На основании стехиометрического уравнения (4), считая, что в выходном потоке и в самом реакторе содержится четыре компонента  $A_2$ ,  $B_4$ ,  $L_2$ ,  $M_2$ , будем рассматривать скорость реакции  $R_A$  как выход для балансов по компонентам  $A_2$  и  $B_4$  и как вход для балансов по компонентам  $L_2$  и  $M_2$ .

Обозначая входные концентрации компонентов  $A$  и  $B$ ,  $C_{A1}$  и  $C_{B3}$ , а выходные  $C_{A2}$  и  $C_{B4}$ , запишем уравнения физико-математической модели реактора-смесителя.

Скорость реакции

$$R_A = k_2 \sim C_{A2}C_{B4}. \quad (21)$$

Уравнения материального баланса:

$$\frac{d}{dt}(VC_{A2}) = Q_{1A}C_{A1} - (QC_{A2} + R_A); \quad (22)$$

$$\frac{d}{dt}(VC_{B4}) = Q_{5B}C_{B3} - (QC_{B4} + R_B) = Q_{5B}C_{B3} - \left(QC_{B4} + \frac{b_1}{a} R_A\right); \quad (23)$$

$$\frac{d}{dt} (VC_{L2}) = R_L - QC_{L2} = -\frac{l}{a} R_A - QC_{L2}; \quad (24)$$

$$\frac{d}{dt} (VC_{M2}) = R_M - QC_{M2} = -\frac{m}{a} R_A - QC_{M2}; \quad (25)$$

$$\frac{dV}{dt} = Q_{5B} + Q_{1A} - Q. \quad (26)$$

Скорость изменения энтальпии в реакторе-смесителе

$$\frac{d}{dt} (Vc_p T) = Q_{1A} c_{pA} T_A + Q_{5B} c_{2B} \times \rho_{2B} T_{2B} - Q c_p T + \Delta R_{T_{C_{B3}}}^{C_{B4}}. \quad (27)$$

Переходя к гидродинамике потока пульпы в реакторе-смесителе, необходимо прежде всего проанализировать зависимость соотношения

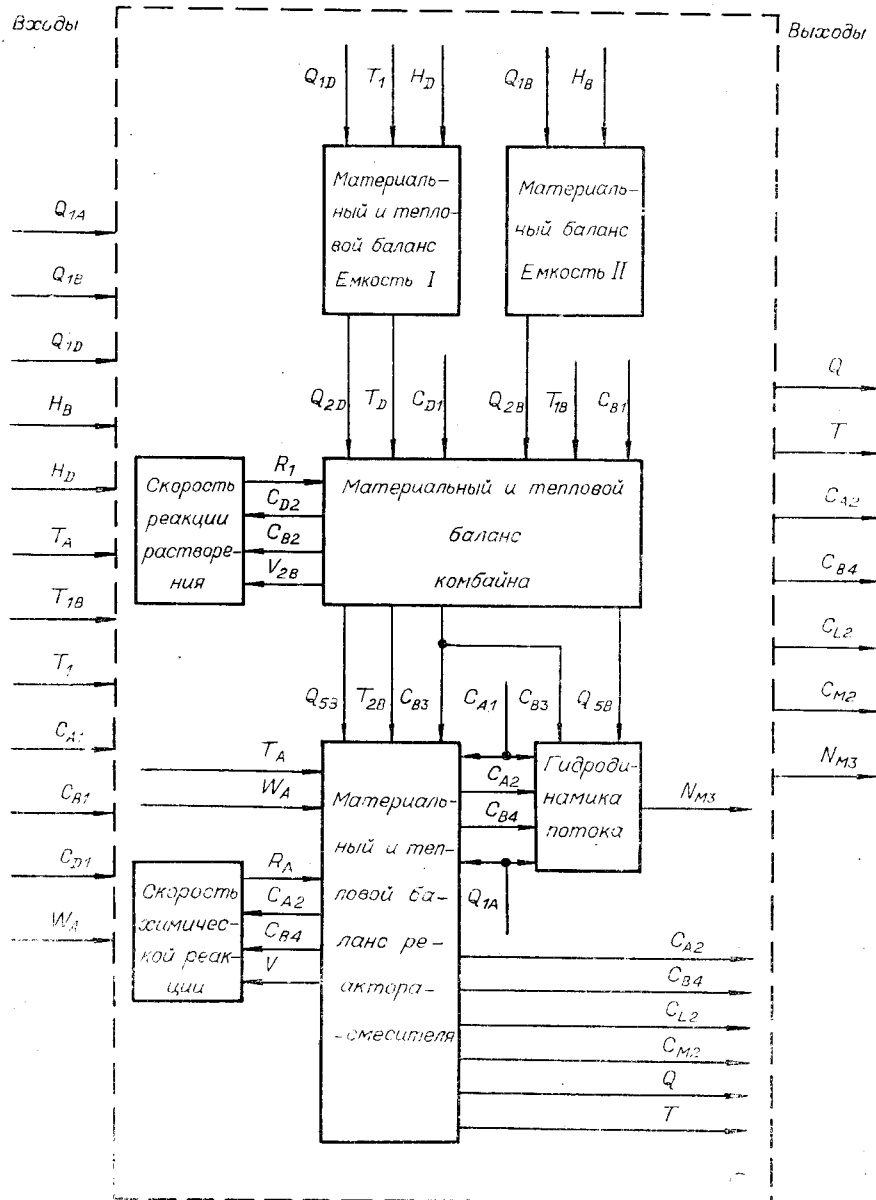


Рис. 2.

расходов разбавленной серной кислоты, апатита их плотности и плотности фосфорной кислоты от мощности  $N$  на валу последней мешалки МЗ, т. е. рассмотреть функцию

$$N_{M3} = f(Q_{5B}, Q_{1A}, \rho_A, \rho_B, \rho_L). \quad (28)$$

Этот вопрос подробно освещен в [11].

Для конкретного случая скорость изменения мощности на валу третьей мешалки реактора-смесителя будет

$$\frac{d}{dt}(N_{M3}) = \frac{\eta}{V}(Q_{1A} + Q_{5B} - Q). \quad (29)$$

Таким образом, объединяя уравнения (21), (22) — (27) и (29), можно построить блок-схему физико-математической модели реактора-смесителя с учетом химической реакции материального и теплового балансов, а также гидродинамики потока.

Наконец, объединяя модели отдельных звеньев, составляем физико-математическую модель всего объекта переработки апатита на суперфосфат (рис. 2).

Составленная модель характеризует динамику рассмотренного технологического процесса, а также отражает функциональную зависимость между входами и выходами объекта, промежуточными связями и управляющими воздействиями. Модель так же позволяет перейти к эквивалентной схеме и выводу передаточных функций, необходимых для анализа автоматической системы управления.

## ВЫВОДЫ

На примере многомерного технологического объекта показана методика математического описания детерминистическим путем конкретного технологического процесса с построением блок-схем отдельных звеньев и модели всего объекта. Физико-математическая модель объекта характеризует динамику процесса и позволяет перейти к передаточным функциям объекта.

## ЛИТЕРАТУРА

1. В. В. Кафаров. Моделирование химических процессов. М., «Знание», 1968.
2. Д. П. Кэмпбалл. Динамика процессов химических технологий. М., Госхимиздат, 1962.
3. Е. Г. Дудников и др. Построение математических моделей химико-технологических объектов. Л., «Химия», 1970.
4. Справочник по автоматизации и средствам контроля производственных процессов в нефтяной и нефтехимической промышленности. Кн. 6. М., «Недра», 1972.
5. М. Л. Чепелевецкий, Б. Е. Бруцкус. Суперфосфат и физико-химические основы производства. М., Госхимиздат, 1956.
6. Суперфосфат. Перевод с англ. Под ред. д-р техн. наук, проф. А. А. Соколовского. М., «Химия», 1969.
7. Р. Фрэнкс. Математическое моделирование в химической технологии. М., «Химия», 1971.
8. Ю. Г. Мицкевич, В. Т. Лимаров. Передаточные функции непрерывных химических процессов в реакторе полного смещения.— В кн.: Автоматизация производственных процессов. Вып. IV. М., «Наука», 1964.
9. ОКБА. Альбом математических описаний и алгоритмов управления типовыми процессами химической технологии. Вып. 3. Сер. химические и массообменные процессы. М., РТМ, 1968.
10. В. И. Златкин, Е. С. Кричевский, В. В. Стальский. Основы автоматики. Л., «Недра», 1966.
11. К. Хабек, Д. Сингер. Автоматическое регулирование производства суперфосфата по консистенции фосфатной пульпы. Прага, «Chemichy průmysl», 1957, т. 7, № 32.

Поступила в редакцию 22 января 1974 г.